

RANCANGAN DASAR GASIFIER BATUBARA SIRKULASI UNGGUN MENGAMBANG UNTUK MEMBANGKITKAN LISTRIK 1 MW

I Putu Sutrisna¹
Bambang Suwondo Rahardjo²

BPP Teknologi, Gedung II Lantai 22 Jl. M.H. Thamrin No.8 Jakarta 10340^{1,2}
E-mail: iputusutrisna@centrin.net.id¹ E-mail: bamsr52@yahoo.co.id²

Abstract

There are 3 choices in accommodating power station facility which have been installed to fulfill standard regulation of environmental quality which progressively tighten. Firstly, facility modification of pulverized-coal fired power plant by applying a flue-gas desulfurisation technology throw away to cost money installation of tired which can 20% of total cost development of it. Secondly, modification system of coal fired power generation become natural gas combined cycle (NGCC) can reach low emission, but fuel cost relatively high, so will influence the electricity generating cost. Third, modification system of electric generation which have been installed by utilizing a mechanism of coal gasification is most efficient and best alternative to yield an environmental friendly of electric generation combined cycle. In this paper, writer try to make a basic design of circulating fluidized-bed coal gasifier using clay catalyst related on third choice which expected applicable in the next future to come replace power station system which have ended a period as well as newly even if.

Kata Kunci : Gasifier batubara unggul mengambang, katalis tanah liat, pembangkit listrik.

1. PENDAHULUAN

Peranan batubara saat ini masih jauh dari harapan bila dibandingkan minyak bumi dalam memenuhi konsumsi energi domestik yang relatif statis sekitar 38,952 juta ton (28% dari total produksi batubara tahun 2005 sebesar 139,68 juta ton), karena sektor pembangkit listrik sebagai konsumen yang dominan hanya akan merencanakan membangun PLTU Cilacap dan Tanjung Jati B dalam kurun waktu 2006~2008 (APBI, 2005). Upaya substitusi BBM dengan sejumlah sumber energi lain yang masih relatif besar dan murah merupakan hal yang tidak bisa ditawar lagi.

Pemanfaatan batubara merupakan salah satu sumberdaya energi yang paling siap menggantikan peranan minyak bumi, mengingat sumberdaya batubara Indonesia cukup melimpah 57,8 milyar ton (Purnomo Yusgiantoro, 2006) dengan perusahaan handal, harga relatif murah dan stabil serta ditunjang oleh ketersediaan teknologi konversi batubara yang telah terbukti keandalannya secara teknis menghasilkan

gas/minyak sintesis bernilai ekonomis tinggi sekaligus ramah lingkungan, walaupun minyak mentah pada tingkat harga USD 40/barrel.

Batubara akan menjadi sumber energi utama di antara sumberdaya energi fosil masa mendatang karena ketersediaan cadangan yang melimpah di Indonesia pada tahun 2005 sekitar 33,7 juta ton yang semestinya mempertimbangkan tidak hanya sebagai bahan bakar PLTU dan pabrik semen melainkan juga dimanfaatkan secara lebih luas pada berbagai sektor untuk menggantikan peranan minyak bumi (Said D. Jenie, 2006).

Di antara sumberdaya fosil lain, batubara memiliki kadar karbon dan bahan pengotor (sulfur, nitrogen dan lainnya) paling tinggi, yang melepaskan gas (CO_2 , N_2O , NO_x , SO_x dan Hg) penyebab pemanasan global dan polusi. Pemanfaatan batubara bersih dan efisien masih tetap menjadi tantangan yang perlu diupayakan secara ekstensif dalam rangka memperpanjang umur ketersediaannya selain meminimalkan beban lingkungan global. Para pakar energi telah memusatkan perhatian terhadap pengembangan

gasifikasi batubara untuk memenuhi konsumsi energi masa mendatang. Gasifikasi batubara merupakan proses termokimia/oksidasi parsial/total batubara menjadi gas sintetis (CH_4 , CO , H_2) yang mudah terbakar dengan nilai kalori tinggi, sehingga dapat langsung dimanfaatkan sebagai bahan bakar pembangkit panas atau pembangkit listrik siklus kombinasi yang terintegrasi dengan gasifikasi batubara (*Integrated Gasification Combine Cycle*, IGCC). Selain itu, gas sintetis hasil gasifikasi batubara dapat dikonversi menjadi bahan baku industri kimia maupun bahan bakar cair sintetis melalui proses katalitik, *Fischer-Troph (F/T) synthesis*.

1.1. Proses Gasifikasi

1.1.1. Proses Gasifikasi Parsial

Gasifikasi batubara secara parsial merupakan proses karbonisasi atau pirolisis batubara dengan pemanasan pada suhu $950\sim 1350^\circ\text{C}$ dan tekanan 1 atm menggunakan udara/oksigen terbatas untuk menghasilkan kokas+tar+gas. Proses ini biasanya digunakan oleh industri gas kota, di mana produk gas sintetis mengandung CH_4+H_2 dengan nilai kalori 500 Btu/scf dimurnikan dan didistribusikan sebagai gas kota, sementara hasil samping kokas+tar dijual. Proses karbonisasi batubara pada suhu rendah ($500\sim 600^\circ\text{C}$) atau suhu sedang ($700\sim 800^\circ\text{C}$) menghasilkan gas sintetis dengan nilai kalori lebih tinggi daripada 500 Btu/scf, namun kualitas hasil samping kokas rendah (Francis W., 1965). Pada industri gas kota yang menghasilkan kokas sebagai produk utama, tentunya batubara yang digunakan mempunyai sifat mengkokas tinggi, yaitu batubara bituminus *medium-volatile* dengan kadar $40\sim 60\%$ *vitrinite* dan $25\sim 45\%$ *inertinite* (*vitrinite reflectance* 1,2~1,4)(Daulay B., 1998).

1.1.2. Proses Gasifikasi Total

Gasifikasi batubara total merupakan salah satu proses konversi C-H yang terkandung dalam batubara dengan mereaksikan media gasifikasi pada suhu $700\sim 1900^\circ\text{C}$ menjadi gas sintetis yang umumnya mengandung CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , N_2 dan uap air. Media gasifikasi yang sering digunakan adalah udara, *steam*, O_2 , CO_2 , H_2 dan campuran di antaranya. Pemakaian media gasifikasi dari campuran udara+*steam* akan menghasilkan gas sintetis (CO , H_2) kalori rendah ($1300\sim 1500$ kcal/ Nm^3), sedangkan campuran O_2 +*steam* dihasilkan gas sintetis (CH_4 , CO , H_2) medium kalori ($2500\sim 4500$ kcal/ Nm^3). Sementara produk gas kalori tinggi (>4500 kcal/ Nm^3) didominasi

senyawa $93\%\text{CH}_4$ yang dipakai sebagai pengganti gas alam (*synthetic natural gas*, SNG).

1.2. Reaksi Gasifikasi

Prinsip dasar reaksi gasifikasi batubara dapat diuraikan sebagai berikut:

1.2.1. Steam gasification (gasifikasi uap air):

- 1) $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO} + 118,6 \text{ kJ/mol}$ (*water-gas reaction, endothermis*, suhu $>1100^\circ\text{C}$);
- 2) $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2 - 42,4 \text{ kJ/mol}$ (*shift reaction, eksotermis-cepat*, mengurangi CO dan meningkatkan H_2 sehingga rasio $\text{CO}/\text{H}_2 = 1:3$);
- 3) $\text{C} + \text{CO}_2 \rightarrow 2 \text{ CO}$ (*producer-gas reaction, endotermis-lambat*, suhu $>900^\circ\text{C}$);
- 4) $\text{CO} + 3 \text{ H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} - 206,7 \text{ kJ/mol}$ (reaksi metanasi menggunakan katalisator Ni untuk meningkatkan kadar CH_4 , eksotermis).

1.2.2. Hydrogasification (gasifikasi H_2), tekanan 1000 psia, suhu $650\sim 1090^\circ\text{C}$:

- 5) $\text{C} + 2 \text{ H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 - 83,8 \text{ kJ/mol}$ (reaksi metanasi, $8\sim 26\%$ CH_4 , eksotermis).

1.2.3. Combustion (pembakaran), karbon diperoleh dari pirolisis batubara:

- 6) $\text{C} + \frac{1}{2} \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO} - 123,2 \text{ kJ/mol}$ (reaksi eksotermis suhu tinggi);
- 7) $\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ (reaksi eksotermis suhu rendah).

1.3. Perolehan Panas Reaksi

Menurut cara perolehan sumber panas keperluan reaksi dan transmisi panas di dalam *gasifier*, dikelompokkan menjadi:

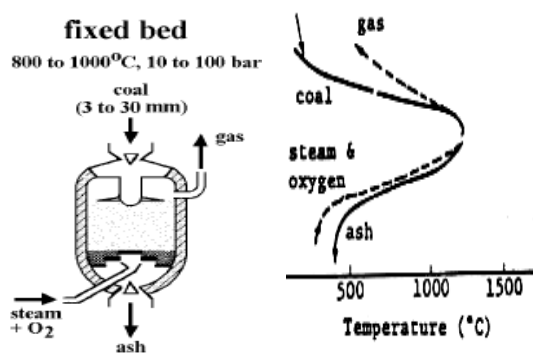
- *Autothermal*, panas reaksi bersifat eksotermis yang dihasilkan dari mereaksikan batubara dengan udara dan dipakai sebagai sumber panas reaksi berikutnya.
- *Allothermal*, panas reaksi dihasilkan dari luar *gasifier* dengan membakar sebagian batubara di ruang pembakaran dan panas pembakaran dibawa oleh uap air jenuh (*superheated steam*).
- *Allothermal*, sumber panas diperoleh dari reaktor nuklir suhu tinggi (950°C) berpendingin gas helium, sementara batubara hanya sebagai bahan baku.

1.4. Pola Kontak Batubara – Oksidan

Menurut pola kontak antara batubara dengan oksidan sebagai media gasifikasi, terdapat 5 macam *gasifier* batubara yang banyak digunakan, antara lain:

1.4.1. *Fixed-bed* (Unggun Tetap)

Gambar 1 menunjukkan di mana serbuk batubara berukuran 3~30 mm diumpankan dari atas *gasifier* yang beroperasi pada tekanan 10~100 bar dan suhu 800~1000°C menyerupai tanur tiup (*blast furnace*), sehingga batubara akan mengalir ke bawah secara perlahan melalui zona-zona pengeringan, penguapan zat terbang (*devolatilisasi*, karbonisasi), gasifikasi dan pembakaran dengan waktu tinggal selama 30~60 menit (Hebden, D., H.J.F. Stroud, 1981). Sementara O_2 +*steam* ditiupkan dari bawah sehingga akan bereaksi menjadi gas sintetis (CO , H_2) melalui reaksi oksidasi parsial (*partial oxidation*), gasifikasi uap (*steam gasification*) dan pergeseran air ke gas (*water-gas shift*).



Gambar 1. *Fixed-bed* gasifier

Distribusi ukuran batubara harus terkontrol untuk menjaga permeabilitas unggun yang stabil, jika serbuk batubara berlebihan akan menghalangi aliran media gasifikasi, sehingga perlu diinjeksikan O_2 melalui *tuyeres* atau dibriket untuk mempertahankan kestabilan operasi.

Fixed-bed gasifier dapat menggasifikasi batubara peringkat rendah dengan kadar air tinggi sekalipun, karena batubara awalnya diperlakukan dengan pengeringan oleh produk gas. Selain itu, dapat mengakomodasi jenis karakteristik abu apapun dari titik leleh abu rendah hingga tinggi, jika abu tidak memadu bisa diambil oleh suatu kisi mekanis, jika berupa terak basah diambil melalui lubang pengeluaran.

Suhu operasi gasifikasi dipertahankan berada dibawah titik leleh abu batubara agar operasi

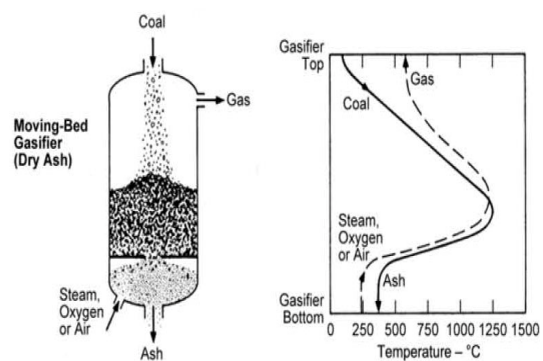
unggung fluida stabil, karena jika suhu lebih tinggi partikel serbuk menjadi lengket sehingga akan terjadi peningkatan endapan berlebih di unggun fluidisasi. Karakteristik lelehan abu mempengaruhi permeabilitas unggun sehingga kapur perlu ditambahkan untuk memodifikasi karakteristik aliran terak. Gas sintetis meninggalkan *gasifier* dengan nilai kalori 150 Btu/scf mengandung tar dan minyak (Simbeck, D.R., Dickenson, R.I., Moll, A.J., 1982). Tar didinginkan dan didaur-ulang agar tidak menyulitkan pemurnian gas.

Fixed-bed gasifier langkah tunggal (*single-stage*) dapat memproses batubara dengan FSI>6 dengan menggunakan pengaduk, sehingga tidak ada masalah mengenai sifat pengkokasan (Nowacki, P., 1981).

Beberapa modifikasi tipe *gasifier* ini adalah proses *Lurgi*, *British Gas* dan *KILnGas* yang dilengkapi dengan alat pemisah debu kering.

1.4.2. *Moving-bed* (Unggun Bergerak)

Gambar 2 menunjukkan di mana batubara berukuran agak besar (*lump-coal*) diumpankan dari bagian atas *gasifier* yang beroperasi pada suhu relatif rendah sekitar 600°C, sedangkan O_2 +*steam* dihembuskan dari bagian bawah, sehingga batubara turun secara perlahan dengan waktu tinggal (*residence time*) cukup lama sekitar 1 jam. Abu dikeluarkan dari bawah *gasifier*.



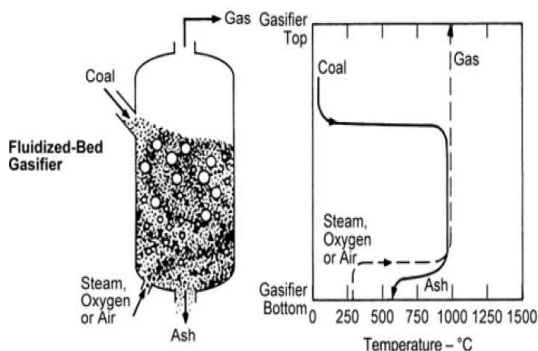
Gambar 2. *Moving-bed* gasifier

1.4.3. *Fluidized-bed* (Unggun Mengambang)

Gambar 3 menunjukkan di mana suspensi serbuk batubara (1~5 mm) diumpankan dari samping (*side feeding*) *gasifier* yang beroperasi pada tekanan 10~30 bar dan suhu 800~1100°C, kemudian bergerak secara turbulen diikuti oleh kecepatan alir media gasifikasi (uap air, udara, O_2) cukup tinggi yang diumpankan dari bawah dengan gaya dorong dari *steam* dan O_2 setimbang gaya gravitasi, sehingga gejolak suhu

pada seluruh bagian *gasifier* seragam dan pada saat terjadi proses gasifikasi serbuk batubara dalam keadaan mengambang.

Karakteristik batubara harus memiliki temperatur melunak abu (*softening temperature*) di atas suhu operasional *gasifier*, agar produk abu selama proses dalam bentuk abu kering yang tidak meleleh, sehingga mudah dipisahkan dan tidak mengganggu kondisi media pengambang.



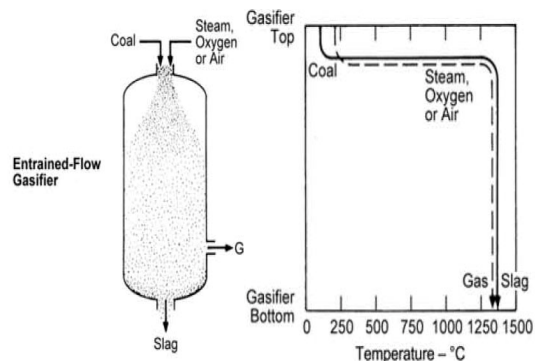
Gambar 3. *Fluidized-bed gasifier*

Kondisi penggunaan oksidan berfungsi ganda, yaitu sebagai reaktan sekaligus media pengambang batubara, tentunya salah satu fungsi tidak akan dapat berfungsi maksimal karena harus melengkapi fungsi lainnya atau bersifat komplementer, sehingga tingkat konversi karbon kurang maksimal hanya sekitar 97% tidak setinggi pada *moving-bed gasifier* maupun *entrained-flow gasifier* yang dapat mencapai $\geq 99\%$ (Higman, Van der Burgt (2003), Imam Budi Raharjo, 2007). Komposisi gas sintesis sebelum pemurnian adalah H_2 (35–46%), CO (30–40%), CO_2 (13–25%) dan CH_4 (1–2%).

Fluidized-bed gasifier banyak digunakan untuk memproses batubara peringkat rendah seperti *lignite* atau *peat* yang memiliki sifat lebih reaktif dibanding jenis batubara lain, namun lebih peka terhadap kadar air sehingga umumnya dibatasi hingga 8%. Tingkat daur-ulang partikel serbuk batubara tinggi, sehingga konversi karbon mencapai 95–98%. Pengembangan lebih lanjut dari *fluidized-bed gasifier* sangat diharapkan untuk dapat mengakomodasi secara lebih luas penggunaan batubara peringkat rendah, biomassa dan limbah padat perkotaan (*Municipal Solid Waste, MSW*). *Winkler gasifier* merupakan pionir *fluidized-bed gasifier*, yaitu HTW (*High Temperature Winkler*), KBR (*Kellog Brown Root Transport Gasifier*, KRW (*Kellog Rust Westinghouse*) dan *U-gas*.

1.4.4. *Entrained-flow* (Unggun Semburan)

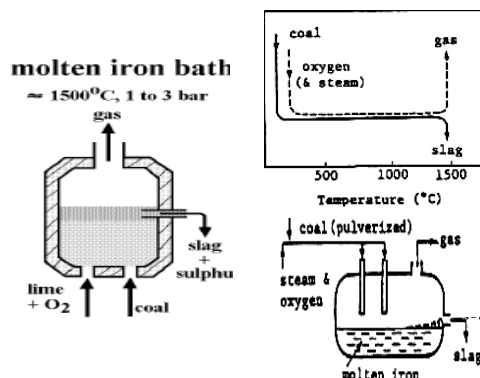
Gambar 4 menunjukkan di mana serbuk batubara berukuran 0,1 mm atau 100μ disemurkan ke dalam *gasifier* yang beroperasi pada suhu $1200\text{--}1900^\circ\text{C}$ dan tekanan 20–30 atm (25–40 bar) searah aliran oksidan (O_2 , udara, atau *steam*) dengan waktu tinggal kurang dari 1 detik. Kondisi suhu operasi *entrained-flow gasifier* sedemikian tinggi, dimaksudkan (i) untuk memproduksi gas sintesis kualitas tinggi dengan kadar CH_4 relatif sedikit, dan (ii) agar tidak ada batasan jenis batubara yang akan digunakan karena abu akan meleleh membentuk gelas (*glassy slag*) yang bersifat *inert*, namun sebaiknya dihindari batubara dengan kadar abu tinggi karena dapat mengganggu kesetimbangan panas akibat proses pelelehan abu yang berlebihan (Phillips, 2006).



Gambar 4. *Entrained-flow gasifier*

Batubara dengan suhu leleh abu tinggi biasanya dicampur dengan kapur (*limestone*) untuk menurunkan suhu leleh agar dapat menekan suhu operasional *gasifier*. Batubara *sub-bituminus* sampai *antrasit* lebih disukai, sementara *lignite* (*brown coal*) pada prinsipnya dapat digasifikasi, hanya kurang ekonomis karena memiliki kadar air tinggi yang menyebabkan konsumsi energi besar.

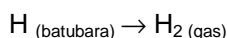
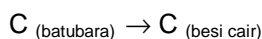
1.4.5. *Molten Iron Bath* (Kubah Besi Cair)



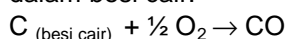
Gambar 5. *Molten-iron bath gasifier*

Proses gasifikasi batubara di dalam suatu kubah besi cair merupakan suatu pengembangan dasar teknologi pembuatan baja menggunakan dapur oksigen (*Basic Oxygen Furnace*, BOF) yang dikembangkan secara terpisah oleh *Sumitomo Metal Industries (SMI) Ltd.*, Osaka-Jepang dan *KHD Humboldt Wedag AG*, Cologne – Jerman Barat, di mana SMI menggunakan sistem tiupan dari atas (*top-blowing*) sedangkan KHD menerapkan sistem tiupan dari bawah (*bottom-blowing*) (Gambar 5). Sistem tiupan dari atas dikembangkan oleh SMI sejak tahun 1978, kemudian dilanjutkan dengan mendirikan *pilot-plant* kapasitas 60 ton/hari batubara di pabrik baja Kashima dengan dukungan Pemerintah Jepang.

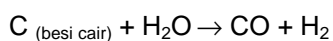
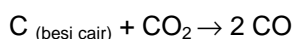
Prinsip sistem tiupan dari bawah (*bottom-blowing*) adalah batubara, O₂, gas pendingin dan *flux* ditiupkan secara kontinyu melalui *tuyere* pada dasar kubah besi cair. Sementara sistem peniupan dari atas, serbuk batubara 0,074 mm ditiupkan menggunakan O₂ pada permukaan kubah besi cair 1400–1600°C dengan kecepatan tinggi melalui *main-lance* (pipa peniup rancangan khusus tekanan 1–3 bar) bersama gas CO₂ sebagai gas pembawa, sehingga secara seketika diuraikan menjadi karbon yang terlarut dalam besi cair dan hidrogen terlepas sebagai gas H₂.



Proses gasifikasi berlanjut secara cepat dengan pembentukan gas CO melalui reaksi antara O₂ dan *steam* dengan karbon yang terlarut dalam besi cair.



Penginjeksian gas CO₂ dan atau *steam* digunakan untuk pengendalian suhu sehingga memerlukan waktu yang sama.



Sistem tiupan dari atas maupun bawah yang menggunakan udara (*air-blown*) akan menghasilkan gas kalori rendah (<200 Btu/scf), *oxygen-blown* (tiupan O₂) menghasilkan gas kalori menengah (400 Btu/scf), sementara *hydrogen-blown* (tiupan H₂) menghasilkan gas kalori tinggi (1000 Btu/scf). Gas sintetis meninggalkan *gasifier* mempunyai suhu sekitar 1400–1500°C yang terlebih dahulu dilewatkan pendingin dengan sistem perolehan panas (*heat recovery*), selanjutnya dialirkan melalui *venturi-scrubber* 2-tingkat untuk memisahkan dari debu. Keseluruhan terak yang terakumulasi di atas

kubah besi cair dipisahkan untuk mengalami pengolahan lanjut.

2. BAHAN DAN METODE

Gasifier batubara sirkulasi unggun mengambang (*circulating fluidized-bed gasifier*, CFB *gasifier*) dirancang menggunakan katalis tanah liat dengan kondisi operasi secara optimal yang mampu menggasifikasi batubara kualitas rendah sampai kualitas tinggi dalam memproduksi gas sintetis medium-kalori sebagai bahan bakar mesin berbahan bakar ganda (*solar-gas*) dan turbin gas untuk membangkitkan listrik 1 MW.

• Penentuan Kondisi Operasi

Tingkat konversi reaksi gasifikasi adalah fungsi dari suhu, tekanan, komposisi gas dan sifat alami batubara yang digasifikasi. Laju reaksi selalu lebih tinggi, sementara kesetimbangan reaksi akan disukai pada salah satu suhu yaitu suhu tinggi atau suhu rendah. Pengaruh tekanan pada laju reaksi gasifikasi tergantung pada reaksi antara C–H yang menghasilkan CH₄ lebih disukai pada tekanan tinggi (70 atm) dan suhu relatif rendah (760–930°C), sedangkan tekanan rendah dan suhu tinggi menyukai produksi CO dan H₂.

Berbeda dengan proses pencairan batubara secara langsung (*direct liquefaction*) yang memerlukan energi panas cukup besar karena reaksi bersifat endotermis dengan pereaksi gas H₂ yang harganya mahal. Sementara gasifikasi adalah reaksi bersifat eksotermis yang menghasilkan energi panas, sehingga tanpa memerlukan tambahan energi panas dari luar, hanya perlu pereaksi gas O₂ dari udara atau *steam* yang harganya relatif murah. Mengingat keunggulan ini, harga minyak sintetis hasil gasifikasi batubara menjadi lebih kompetitif dibandingkan dengan harga minyak dunia saat ini.

- Pemilihan *gasifier* yang berbasiskan analisa kesetimbangan termodinamika reaksi gasifikasi.
- Penentuan konfigurasi sistem peralatan CFB *gasifier* yang terintegrasi dengan *bubbling fluidized-bed regenerator* katalis untuk menghemat *make-up* katalis dalam memproduksi gas sintetis.
- Perhitungan neraca bahan dan neraca panas serta performansi dari *gasifier* maupun *regenerator* katalis.

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1. Pemilihan *Gasifier*

CFB *gasifier* mengijinkan kontak antara gas dan batubara sangat baik dengan memberikan waktu tinggal lebih lama. CFB *gasifier* menggunakan umpan serbuk batubara berukuran 0,2–0,4 mm, sehingga gas mengalir ke atas melewati dasar unggun batubara di dalam *gasifier* yang memperlihatkan karakteristik menyerupai cairan. Kondisi operasi *gasifier* pada kecepatan gas sangat tinggi (1–7 m/detik) tergantung dari jenis operasi fluidisasi-nya (*fast circulating fluidized-bed* atau *bubbling fluidized-bed*), sebagai perbandingan: *fixed-bed gasifier* beroperasi pada kecepatan tidak lebih dari 0,1 m/detik.

CFB *gasifier* menerapkan kecepatan gas sangat tinggi yang menyebabkan laju reaksi gasifikasi menjadi sangat cepat dibandingkan *fixed-bed gasifier* dan pada kondisi suhu tinggi, abu kering dapat diambil secara kontinyu berupa gumpalan dari dasar unggun.

Perkembangan teknologi gasifikasi ke arah pemakaian katalis memberikan efisiensi reaksi gasifikasi meningkat secara signifikan dibandingkan teknologi gasifikasi konvensional tanpa katalis. Penerapan proses regenerasi katalis yang terintegrasi dengan CFB *gasifier*, memberikan performansi proses gasifikasi menjadi lebih sempurna dalam memproduksi gas sintesis.

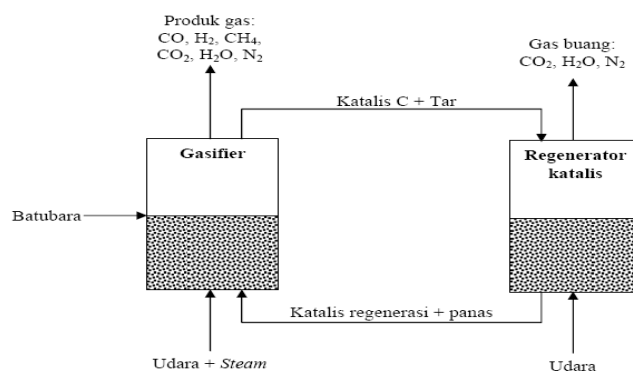
3.2. Konfigurasi Sistem Peralatan

Beberapa pertimbangan dalam menentukan konfigurasi sistem peralatan CFB *gasifier* yang menerapkan proses regenerasi katalis terintegrasi dalam memproduksi gas sintesis, antara lain:

- Memilih metoda kontak antara batubara dan media gasifikasi di dalam *gasifier* secara suspensi atau unggun mengambang (*fluidized-bed*) untuk menekan pembentukan produk minyak dan tar seminimal mungkin. Metoda kontak unggun mengambang memberikan perpindahan panas yang lebih baik dibandingkan unggun tetap (*fixed-bed*) ataupun unggun semburan (*entrained-bed*) walaupun beroperasi pada kondisi suhu relatif rendah;

- Memilih media gasifikasi campuran (udara+*steam*) untuk meningkatkan kadar H_2 dalam gas sintesis;
- Menekan reaksi oksidasi C batubara menjadi CO_2 seminimal mungkin untuk memproduksi gas sintesis bernilai kalori cukup tinggi (gas medium–kalori), di mana reaksi gasifikasi mengarah endotermis, sehingga memerlukan pasokan panas dari luar (*allothermal gasification*) dalam mempertahankan suhu gasifikasi;
- Menambah *regenerator* katalis sebagai pembakar C tak tergasifikasi dan tar yang terikut aliran katalis (*bed material*) untuk memanaskan katalis yang bersirkulasi dari *gasifier* ke *regenerator* dan dikembalikan lagi ke *gasifier* sambil membawa panas keperluan reaksi gasifikasi endotermis;
- Penggantian material unggun (*bed material*) pasir silika dengan material unggun aktif (tanah liat) akan meningkatkan efisiensi reaksi gasifikasi secara signifikan;
- Mengupayakan tingkat reaksi gasifikasi karbon padat atau *char* semaksimal mungkin untuk menekan kadar C abu;
- Merancang sistem yang mampu menangani berbagai kualitas umpan batubara, bahkan yang memiliki kadar H_2O tinggi dan nilai kalori rendah.

Gambar 6 menunjukkan rancangan konfigurasi sistem CFB *gasifier* yang terintegrasi dengan *bubbling fluidized-bed regenerator* katalis untuk menghemat *make-up* katalis dalam memproduksi gas sintesis. Katalis tanah liat dipilih sebagai *bed material* di dalam CFB *gasifier* akan mengikat C tak tergasifikasi dan tar yang terbentuk pada permukaan katalis selama proses gasifikasi. Katalis yang sudah tidak aktif akibat permukaannya tertutup oleh C dan *tar* dialirkan ke dalam *regenerator* katalis.



Gambar 6. Konfigurasi sistem integrasi CFB *gasifier* dan *bubbling fluidized-bed*

Selama proses regenerasi, selain mengaktifkan katalis kembali, juga akan menaikkan suhu katalis melalui proses pembakaran C dan tar pada permukaan katalis. Dengan demikian, bilamana katalis ini didaur-ulang ke dalam *gasifier*, maka selain mendapatkan pasokan katalis segar, juga memperoleh pasokan panas dari kenaikan suhu katalis segar dari *regenerator* katalis. Konsep reaksi ini telah diaplikasikan secara komersial pada sistem *catalytic-cracking* pengolahan minyak mentah.

Gambar 7 menunjukkan diagram alir proses gasifikasi batubara yang terintegrasi dengan mesin generator listrik untuk membangkitkan listrik 1 MW, di mana produk gas sintesis panas sekitar 700°C didinginkan terlebih dahulu di dalam *waste-heat boiler* sebelum masuk mesin generator listrik. Konsumsi *steam* dan udara panas keperluan reaksi gasifikasi batubara berasal dari perolehan panas produk gas sintesis. Panas *enthalpy* gas buang dari *regenerator* katalis dapat diserap oleh udara di dalam *preheater* untuk menghasilkan pasokan udara panas agar efisiensi sistem meningkat.

3.3. Neraca Bahan dan Neraca Panas dalam Gasifier dan Regenerator Katalis

Sistem gasifikasi batubara yang dirancang untuk membangkitkan listrik sebesar 1 MW, terdiri dari 2 reaktor terintegrasi, yaitu CFB *gasifier* dan *bubbling fluidized-bed regenerator* katalis, di mana perhitungan neraca bahan dan neraca panas dari sistem dapat diuraikan, sebagai berikut:

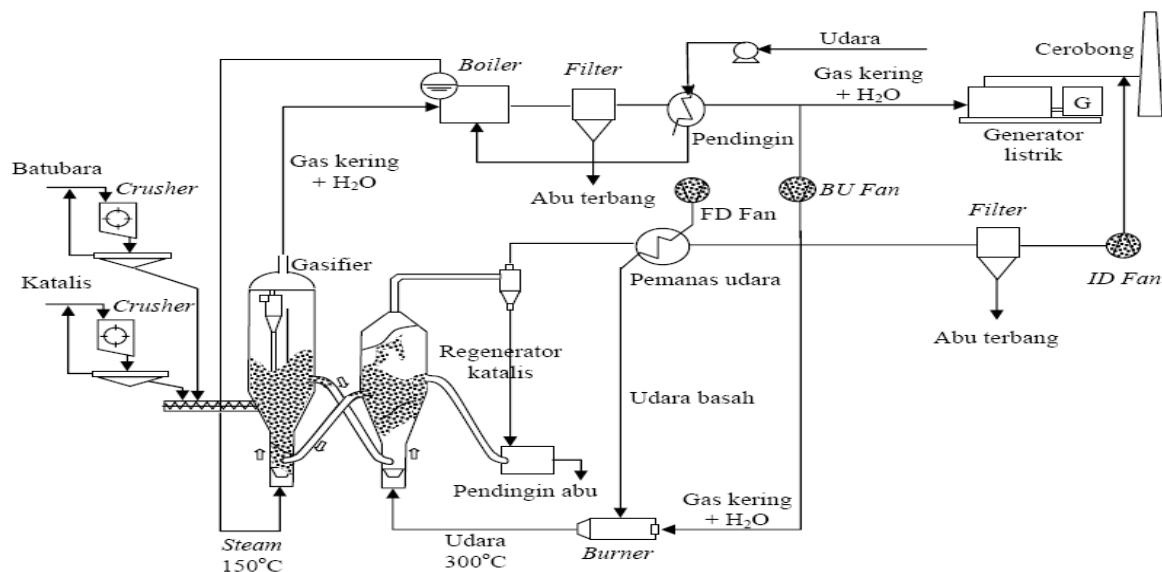
3.3.1. Gasifier

Data masukan yang diperlukan untuk menghitung neraca bahan dan neraca panas pada CFB *gasifier*, antara lain: kualitas batubara, media gasifikasi dan kondisi operasi *gasifier*. Data kualitas batubara diambil *sample* batubara lignit Banko-Sumatera Selatan (JICA, 1989), seperti ditunjukkan pada Tabel 1.

Tabel 1. Data kualitas batubara Banko-Sumatera Selatan

Analisis Proksimat	
H ₂ O terikat	10 %ar
Abu	3,5 %ar
Zat terbang	41,7 %ar
Karbon padat	44,8 %ar
Analisis Ultimat	
C (Karbon)	74,4 %daf
H (Hidrogen)	5,8 %daf
O (Oksigen)	1,2 %daf
N (Nitrogen)	17,9 %daf
S (Sulfur)	0,7 %daf
HHV (terukur), kcal/kg	5,858
LHV (terukur), kcal/kg	5,526

Data yang diperlukan untuk menghitung neraca bahan dan neraca panas dalam *gasifier* ditunjukkan pada Tabel 2 sebagai basis perhitungan berat umpan batubara 100 kg/jam, suhu referensi 23,889°C, suhu masuk *gasifier* 250°C dan keluar 700°C serta tekanan 0,994 atm. Neraca bahan masuk *gasifier* yang dihitung adalah berat udara kering, berat H₂O_{uap} (udara) dan berat *steam*.



Gambar 7. Diagram alir proses gasifikasi batubara yang terintegrasi dengan mesin generator listrik untuk membangkitkan listrik 1 MW

Sementara neraca bahan keluar gasifier yang dihitung adalah berat char, berat tar (deposited+suspended), berat jelaga (suspended), berat gas sintetis kering dan berat H₂O_{uap} (gas sintetis). Hasil perhitungan neraca bahan dalam gasifier ditunjukkan pada Tabel 3.

Neraca panas masuk gasifier yang dihitung adalah (nilai kalori+panas sensible) batubara, panas sensible (steam+udara kering), enthalpy H₂O (udara) dan enthalpy bed-material. Sementara neraca panas keluar gasifier yang

dihitung adalah nilai kalori (gas sintetis kering+char), nilai kalori tar (suspended+deposited), nilai kalori jelaga (suspended), enthalpy gas sintetis kering, enthalpy char, enthalpy tar (deposited+suspended + enthalpy jelaga (suspended) + enthalpy H₂O (gas sintetis) dan panas hilang radiasi. Hasil perhitungan neraca panas dalam gasifier ditunjukkan pada Tabel 4.

Tabel 2. Data referensi *gasifier*

Batubara	Proksimat	Total air 10 % _{air}		FC 41,7 % _{air}		VM 44,8 % _{air}		Abu 3,5 % _{air}
	Ultimat	C, % _{dab} 74,4	H, % _{dab} 5,8	N, % _{dab} 17,9	O, % _{dab} 1,2	S, % _{dab} 0,7		
	Nilai Kalori	LHV, kcal/kg			HHV, kcal/kg			
		Terukur 5.525,6	Terhitung 5.619,27		Terukur 5.858,1		Terhitung 6.243,63	
	Rasio C/H	1,74						
Oksidan	Udara	Suhu IN 250 °C		Tekanan 0,994 atm		Nilai kalori 7.114 kcal/kgmole °C		
	Steam	Suhu IN 250 °C		Tekanan 2,994 atmG 43,482 PsiG		Nilai kalori 706 kcal/kg		
Char	Komposisi	C 85 % _{dab}		H 0,1 % _{dab}		Abu 14,9 % _{dab}		
	Nilai Kalori	6.188,75 kcal/kg						
	Rasio C/H	70,833						
Gas Sintetis	Komposisi	CO 25 % _{dab}			CH ₄ 4,8 % _{dab}			
	Rasio Gas	H ₂ /CO 1,75		CO/CO ₂ 1,98		H ₂ /CO ₂ 3,465		
	Nilai Kalori	4.613 kcal/kg						
	Tekanan	0,994 atm						
Tar	Komposisi	Tar (deposited)			Tar (suspended)			
		C 93 %		H 7 %	C 90 %		H 10 %	
	Nilai Kalori	8.611 kcal/kg			8.889 kcal/kg			
Jelaga (suspended)		Nilai kalori 8.054 kcal/kg			C (karbon) 100%			
Bed-material		Suhu IN 850 °C			Suhu OUT 700 °C			
Kehilangan panas radiasi					2,75%			

Tabel 3. Neraca bahan dalam *gasifier*

Masuk	Kg	Keluar	Kg
Batubara	100	Char	25.839
Udara kering	91.966	Tar (deposited)	0.208
H ₂ O (udara)	1.313	Tar (suspended)	1.659
Steam	43.277	Jelaga (suspended)	0.762
		Gas sintetis kering	198.644
		H ₂ O (gas sintetis)	8.598
Total	236.556	Total	235.710
%deviasi = (236,556–235,710)/235,710 x100% = 0,359%			

Tabel 4. Neraca panas dalam *gasifier*

Masuk	Kcal	Keluar	Kcal
Nilai kalori batubara	624,363.488	Nilai kalori gas sintetis kering	502,130.44
<i>Enthalpy steam</i>	29,471.637	Nilai kalori tar (<i>suspended</i>)	14,750.276
<i>Enthalpy sensible</i> udara kering	5,075.6611	Nilai kalori tar (<i>deposited</i>)	1,791.111
<i>Enthalpy</i> H ₂ O (udara)	903.4361	Nilai kalori jelaga (<i>suspended</i>)	6,185.6003
<i>Enthalpy bed material</i> + BBG	119,851.21	Nilai kalori <i>char</i>	159,911.11
		<i>Enthalpy</i> gas sintetis kering	64,462.83
		<i>Enthalpy</i> tar (<i>suspended</i>)	358.934
		<i>Enthalpy</i> tar (<i>deposited</i>)	45.002
		<i>Enthalpy</i> jelaga (<i>suspended</i>)	164.863
		<i>Enthalpy</i> <i>char</i>	3,843.407
		<i>Enthalpy</i> uap H ₂ O (gas sintetis)	7,876.985
		Panas hilang (radiasi)	18,144.892
Total	779,665.45	Total	779,665.45

3.3.2. Regenerator Katalis

Data yang diperlukan untuk menghitung neraca bahan dan neraca panas dalam *regenerator* katalis ditunjukkan pada Tabel 5 dengan suhu referensi 23,889°C, suhu masuk *regenerator* katalis 300°C dan keluar 750°C dan tekanan 0,994 atm. Neraca bahan masuk *regenerator* katalis yang dihitung adalah berat *char*, berat *tar* (*suspended+deposited*), berat udara kering dan berat H₂O_{uap} (udara), sedangkan neraca bahan keluar *regenerator* katalis yang dihitung adalah berat *refuse*, berat gas buang kering dan berat H₂O_{uap} (gas buang). Hasil perhitungan neraca bahan dalam *regenerator* katalis ditunjukkan pada Tabel 6.

Neraca panas masuk *regenerator* katalis yang dihitung adalah (nilai kalori+panas *sensible*) *char*, panas *sensible* udara kering dan *enthalpy* H₂O (udara), sedangkan neraca panas keluar *regenerator* katalis yang dihitung adalah (nilai kalori+panas *sensible*) *refuse*, *enthalpy* gas buang kering, *enthalpy* H₂O (gas buang) dan panas hilang radiasi. Tabel 7 menunjukkan hasil perhitungan neraca panas dalam *regenerator* katalis.

3.4. Performansi Gasifier dan Regenerator Katalis

Tabel 4 menunjukkan tambahan panas dari material unggun sebesar 119.851,21 kcal/100kg umpan batubara yang diperlukan untuk membakar sebanyak 19.366 kg *char* di dalam *regenerator* katalis yang tidak tergasifikasi di dalam *gasifier*, sehingga dari hasil perhitungan diperoleh konsumsi material unggun untuk menyeimbangkan neraca panas *gasifier* sebanyak 3,631.85 kg.

Performansi yang dihasilkan *gasifier* ditunjukkan pada Tabel 8 dan Tabel 9 menunjukkan performansi yang dihasilkan *regenerator* katalis.

Atas dasar gas sintetis yang dihasilkan dari *gasifier* seperti ditunjukkan Tabel 4 sebesar 502.130,44 kcal/100kg umpan batubara per jam, maka dengan asumsi efisiensi mesin generator 30% (efisiensi panas 25,71% HHV batubara~27,26% LHV batubara), listrik yang mampu dibangkitkan sebesar 175 kWe. Dengan demikian, konsumsi batubara yang diperlukan untuk membangkitkan listrik 1MW adalah sebanyak 570 kg/jam.

3.5. Masalah dan Solusi

Biaya pembangkitan listrik IGCC masih tinggi diproyeksikan US\$1200~1400/kW atau 10~30% lebih tinggi daripada PLTU pulverized-coal (PC) yang dilengkapi wet-scrubber, hal ini karena IGCC diperlukan untuk menangkap emisi gas SO₂ kadar tinggi dan emisi gas NO_x<100 ppm. Namun dengan menguatnya isu lingkungan, maka biaya pembangkitan IGCC diharapkan semakin kompetitif terhadap biaya pembangkitan listrik *pulverized coal* (PC) yang cenderung meningkat untuk memenuhi baku mutu lingkungan, mengingat biaya pemasangan unit *flue-gas desulfurization* (FGD) dapat mencapai 20% dari total biaya pembangunannya. Cara lain melalui peningkatan performansi *gasifier* dengan membangun sistem *building block* gasifikasi yang efisien (Van der Burgt, 1998). Pada tahun 2010, biaya pembangkitan IGCC diharapkan akan menyamai biaya pembangkitan PLTU *pulverized coal* (PC), yaitu sekitar US\$1200/kW (Arai, 2006), mengingat PLTU *pulverized coal* (PC) maupun

PLTU IGCC mengenal istilah *scale-merit*, di mana unit semakin besar otomatis biaya pembangkitan semakin

rendah dan bernilai ekonomis secara komersial pada kapasitas pembangkit 550 Mwe (Trapp,2005).

Tabel 5. Data referensi *regenerator* katalis

	Komposisi	C 85 %dab	H 0,1 %dab	Abu 14,9 %dab
Char	Nilai Kalori	6.188,75 kcal/kg		
	Rasio C/H	70,833		
	Suhu	IN : 700°C OUT : 850°C		
Tar	Komposisi	Tar (suspended)		
		C : 90 %	H : 10 %	
	Nilai Kalori	8,889 kcal/kg		
	Suhu	IN : 700°C OUT : 850°C		
Udara	Tekanan	0,994 atm		
	Suhu	IN : 300°C		
	Nilai Kalori	7.114 kcal/kgmole°C		
	Excess	41,283%		
Refuse	Komposisi	C : 12,6%		Abu : 87%
	Nilai Kalori	1.014,3 kcal/kg		
	Suhu	OUT : 850°C		
Gas Buang	Komposisi	CO : 0,04%	CO ₂ : 14%	O ₂ : 6,52% N ₂ : 79,44%
	Nilai Kalori	0,027 kcal/kgmole		
	Suhu	OUT : 750°C		
	Tekanan	0,994 atm		
Bed-material		Suhu IN : 700°C		Suhu OUT : 850°C
Kehilangan panas radiasi				2%

Tabel 6. Neraca bahan dalam *regenerator* katalis

Masuk	Kg	Keluar	Kg
Char	25,839	Refuse	4,405
Tar (deposited+ suspended)	1,868	Gas buang kering	421.19
Udara kering	400.609	H ₂ O (gas buang)	7.117
H ₂ O (udara)	5,719		
Total	434.035	Total	432.713
%deviasi = (434,035-432,713)/432,713 x100% = 0,305%			

Tabel 7. Neraca panas dalam *regenerator* katalis

Masuk	Kcal	Keluar	Kcal
Nilai kalori char	194,301.9	Nilai kalori refuse	4,468.0
Enthalpy sensible char	4,308.5	Enthalpy refuse	837.0
Enthalpy sensible udara kering	27,136.2	Enthalpy gas buang kering	78,711.5
Enthalpy H ₂ O (udara)	4,066.6	Enthalpy uap H ₂ O (gas buang)	6,690.8
		Pemanasan bed-material	134,509.6
		Panas hilang (radiasi)	4,596.3
Total	229,813.3	Total	229,813.3

Tabel 8. Performansi *gasifier*

Pembangkitan Listrik		Output listrik Efisiensi mesin <i>diesel</i> Konsumsi energi			1 MW 30% 2.866,15 kcal/jam	
Batubara	Konsumsi	570,73 kg/jam				
	Proksimat	Total air 10 %ar	Abu 3,5 %ar		Zat terbang 41,7 %ar	Karbon padat 44,8 %ar
	Ultimat	C 74,4 %dab	H 5,8 %dab	N 17,9 %dab	O 1,2 %dab	S 0,7 %dab
	Nilai Kalori	HHV (terukur) 5.858,10 kcal/kg			HHV (terhitung) 6.243,63 kcal/kg	
	Rasio Atom	C/H : 1,07			C/O : 82,67	
Gasifier		Tekanan : 1,01 BarA			Suhu : 700 °C	
Oksidan	<i>Superheated Steam</i>	Tekanan 4,01 BarA		Suhu 250 °C		Laju alir 247 kg/jam
	Udara	Tekanan : 1,01 BarA			Suhu : 250 °C	
		Laju alir		Udara kering		524,88 kg/jam
	Rasio Berat (kondisi normal)	<i>Steam</i> /batubara 0,43		<i>O₂</i> /batubara 0,21		Udara kering/batubara 0,92
		<i>Steam</i> +Udara			Laju alir volumetrik 722,57 Nm ³ /jam	
Gas Sintetis	Komposisi	CO 18,41%	H ₂ 39,14%	CH ₄ 4,2%	CO ₂ 9,3%	O ₂ 4,59% N ₂ 24,36%
	Rasio Gas	H ₂ /CO : 2,13			CO/CO ₂ : 1,98	
	Berat Molekul	BM (rata-rata)			19,04 kg/kgmol	
	Nilai Kalori	HHV terhitung			2.147,28 kcal/Nm ³	
	Laju Alir	Gas sintetis (kering) 1.133,72 kg/jam 1.334,72 Nm ³ /jam			Gas sintetis (basah) 1.182,80 kg/jam 1.395,82 Nm ³ /jam	
Tar	Tar (<i>suspended</i>) produk minyak 1,66 kg/100 kg batubara(ar)			Tar (<i>deposited</i>) 0,21 kg/100 kg batubara(ar)		
Jelaga (<i>suspended</i>) 0,76 kg/100 kg batubara(ar)			H ₂ O (<i>suspended</i>) 8,60 kg/100 kg batubara(ar)			
Produk gas sintetis (kering) 2,34 Nm ³ /kg batubara(ar)			Produk gas sintetis (basah) 2,45Nm ³ /kg batubara(ar)			
Konversi C			65,57%			

Tabel 9. Performansi *regenerator* katalis

Char	Konsumsi	147,51 kg/jam			
	Komposisi	C 85 %dab	H 0,1 %dab	Abu 14,9 %dab	
Tar	Konsumsi	10,66 kg/jam			
	Komposisi	C 93 %dab	H 7 %dab		
Regenerator		Tekanan : 0,99 BarA		Suhu : 850 °C	
Udara	Konsumsi	10,23 kg			
	Kondisi Operasi	Tekanan : 1,01 BarA		Suhu : 250 °C	
	Laju Alir	Udara kering 2.287,01 kg/jam		Udara basah 2.319,65 kg/jam	
		Volumetrik udara basah 1.808,27 Nm ³ /jam			
	Rasio Berat (kondisi normal)	Udara kering/(char+tar) 14,46		Udara basah/(char+tar) 14,67	
	Udara excess	41,28%			
Gas Buang	Komposisi	CO 0,04%	CO ₂ 14%	O ₂ 6,52%	N ₂ 79,44%
	Berat Molekul	BM (rata-rata)		30,66 kg/kgmol	
	Laju Alir	Gas buang (kering) 2.404,50 kg/jam 1.757,83 Nm ³ /jam		Gas buang (basah) 2.445,13 kg/jam 1.808,42 Nm ³ /jam	
		Produksi		25,15 kg/jam	
Refuse		Komposisi		C 87,4 %dab	Abu 12,6 %dab

Aplikasi IGCC merupakan salah satu sistem pembangkit listrik paling efisien, karena gas buang dari turbin gas dimanfaatkan oleh HRSG (*heat recovery steam generator*) untuk memproduksi *steam* yang diperlukan oleh turbin uap memproduksi listrik tambahan. Energi listrik yang dibangkitkan oleh sistem IGCC mencapai 65% dari turbin gas dan 35% dari turbin uap.

4. KESIMPULAN

Dari uraian tersebut di atas dapat ditarik kesimpulan, sebagai berikut:

- Rancangan dasar sistem integrasi antara *circulating fluidized-bed gasifier* dan *bubbling fluidized-bed regenerator* katalis untuk membangkitkan listrik 1 MW mengacu pada konsep sistem pembangkit listrik IGCC (*integrated gasification combined cycle*).
- Modifikasi sistem pembangkitan yang telah terpasang dengan memanfaatkan mekanisme gasifikasi batubara merupakan alternatif terbaik dan paling efisien untuk menghasilkan pembangkitan kombinasi ramah lingkungan.
- Seiring dengan menguatnya isu lingkungan, maka biaya pembangkitan IGCC diharapkan semakin kompetitif terhadap biaya pembangkitan listrik PLTU *pulverized coal* (PC) yang cenderung meningkat untuk memenuhi baku mutu lingkungan.
- Memperhatikan nilai tambah (*added value*) batubara yang diperoleh melalui proses gasifikasi dan efek ekonomis yang ditimbulkannya, menunjukkan bahwa batubara merupakan sumberdaya energi strategis untuk menjamin kemandirian energi nasional.

DAFTAR PUSTAKA

- Asosiasi Pertambangan Batubara Indonesia (APBI), "Penjualan Dalam Negeri Batubara Indonesia 2003-2006", (2005).
- Purnomo Yusrantoro, "Energy Strategy of Indonesia", Proceedings The International Energy Conference 6th CoalTech, Bali, 4-5 Dec. 2006, p.4.
- Said D. Jenie, "Energy Technology Strategy of Indonesia", Proceedings The International Energy Conference 6th CoalTech, Bali, 4-5 Dec. 2006, p.3.
- Francis W., "Fuel and Fuel Technology", Pergamon Press, London, 1965.
- Daulay B., "Potensi batubara kokas (coking coal) di dalam cekungan tersier Indonesia", Makalah Teknik PPTM No. 14 Tahun 7, Bandung, 1998.
- Hebden, D., H.J.F. Stroud, "Coal Gasification Process". In Elliot, M.A., edition. Chemistry of Coal Utilization, 2nd Supplementary Volume, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1981, p.1599-1752.
- Simbeck, D.R., Dickenson, R.I., Moll, A.J., "Coal gasification – an Overview". Energy Progress, Vol. 2 No.1, 1982 p. 42-46.
- Nowacki, P., "Coal Gasification Processes". Noyes Corp. Data, 1981.
- Higman, Van der Burgt (2003), Imam Budi Raharjo, "Optimalisasi Pemanfaatan Batubara Melalui Proses Gasifikasi", Berita IPTEK (2007), p.1.
- Phillips (2006), Imam Budi Raharjo, "Optimalisasi Pemanfaatan Batubara Melalui Proses Gasifikasi", Berita IPTEK (2007), p.2.
- JICA, "The Final Report for the F/S on Effective Utilization of Banko Coal in Indonesia", Vol. I (1989), p.185.
- Van der Burgt (1998), 13. Arai (2006), 14. Trapp (2005), Imam Budi Raharjo, "Optimalisasi pemanfaatan batubara melalui proses gasifikasi", Berita IPTEK (2007), p.2.

